

# Studi Simulasi pada Unit *Reformer* Primer di PT Pupuk Sriwidjaya Palembang

Sigit Abdurrahman<sup>1,\*</sup>, Sutijan<sup>2</sup>, Muslikhin Hidayat<sup>2</sup>

<sup>1</sup>PT. Pusri, Palembang

<sup>2</sup>Jurusan Teknik Kimia, FT, UGM, Yogyakarta

## Abstract

Ammonia plant is the main part of fertilizer industry. Primary reformer is an unit operation where catalytic reaction between steam and methane take place, or it is known as steam methane reforming. The main raw material is steam ( $H_2O$ ) and natural gas with major content of methane ( $CH_4$ ). The objective of this research was to develop primary reformer unit process model to calculate temperature, pressure and composition profiles for steady state operation according to operating condition on Ammonia III plant in PT Pupuk Sriwidjaya Palembang.

The assumption used was plug flow model both on the furnace side and on the catalytic reactor side for steady state conditions. The ordinary differential equations were solved using Runge Kutta method with Scilab software to get the conversion, pressure and temperature profiles on primary reformer. Variabels evaluated were temperature, pressure, and composition.

The simulation result showed that an average error of 3.94 % compared to the operational plant data. For various operating conditions this simulation showed an average error of 7.01 %.

**Keyword:** primary reformer, methane, steam, ammonia

## Abstrak

Pabrik amonia merupakan salah satu pabrik yang terdapat di industri pupuk. Unit *Reformer* Primer merupakan salah satu alat di pabrik amonia yang merupakan tempat terjadinya reaksi katalitik antara *steam* dengan metana dikenal dengan proses *steam methane reforming*. Bahan baku utama adalah *steam* ( $H_2O$ ) dan gas alam dengan kandungan utama metana ( $CH_4$ ). Penelitian ini membuat model proses unit *Reformer* Primer untuk menghitung profil temperatur, tekanan dan komposisi untuk kondisi operasi *steady state* dengan berdasarkan kondisi operasi di pabrik Amonia Pusri 3 PT Pupuk Sriwidjaya Palembang.

Asumsi yang digunakan adalah *plug flow* baik pada sisi *furnace* maupun pada sisi reaktor katalitik dan kondisi *steady state*. Untuk menyelesaikan persamaan diferensial ordiner yang digunakan pada penelitian ini dipakai metode Runge Kutta dengan program *SciLab* sehingga didapat profil konversi dan temperatur di *Reformer* Primer. Variabel yang mempengaruhi dalam reaksi di *Reformer* Primer adalah temperatur, tekanan, dan komposisi.

Hasil simulasi jika dibandingkan dengan data operasional pabrik menunjukkan ralat rerata 3,94 %. Jika model tersebut digunakan pada berbagai kondisi operasi menghasilkan ralat rerata 7,01 %.

**Kata kunci:** *reformer* primer, metana, *steam*, amonia

## Pendahuluan

Proses operasi suatu pabrik merupakan aspek penting dalam menekan biaya pemeliharaan, mencapai produksi yang optimum, dan mencegah *unscheduled shutdown*. Dalam pengoperasian pabrik, operator berpedoman pada *Standard Operating Procedure* (SOP), hasil analisa laboratorium serta data operasional peralatan yang terdapat di lapangan yaitu berupa temperatur, tekanan, aliran. Data operasional alat dapat diperoleh melalui alat instrumentasi yang terdapat di lapangan maupun yang terhubung dengan *Distributed Control System* (DCS).

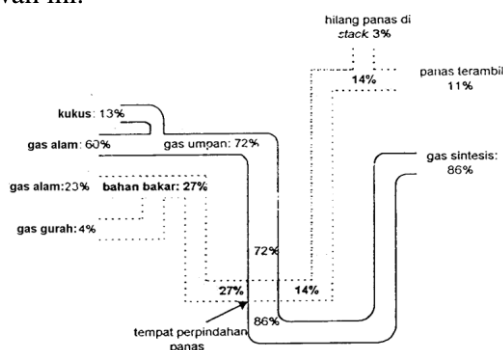
Unit *Reformer* Primer merupakan alat yang beroperasi pada temperatur tinggi (600 - 1100°C) dan tekanan 35 kg/cm<sup>2</sup> sehingga rentan terhadap kerusakan jika terjadi kesalahan dalam pengoperasian. Alat instrumentasi berupa termokopel digunakan untuk mendeteksi temperatur, akan tetapi tidak dapat diletakkan pada semua titik di *Reformer* Primer. Alat instrumentasi berupa *pressure gauge* digunakan untuk mendeteksi tekanan di dalam *Reformer* Primer, dan biasanya hanya terletak di bagian *inlet* dan *outlet* saja. Jika terjadi kerusakan sistem instrumentasi dapat mengakibatkan respon operator yang kurang tepat, selain itu terdapat lokasi atau tempat yang tidak terdapat instrumentasi sehingga dapat terjadi kerusakan

\* Alamat korespondensi: e-mail: sigitab@pusri.co.id

yang dapat mengakibatkan *unscheduled shutdown*.

Alat simulasi harus dapat mewakili proses yang terjadi di pabrik, khususnya *Reformer Primer*, dengan tingkat keakuratan yang cukup tinggi dan respon yang cepat, sehingga dapat meningkatkan reliabilitas dan kehandalan operasional pabrik. Selain itu, alat simulasi harus dapat diaplikasikan untuk data yang biasa digunakan dan dapat diperoleh di pabrik seperti temperatur, tekanan, aliran dan komposisi.

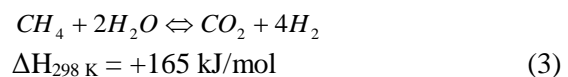
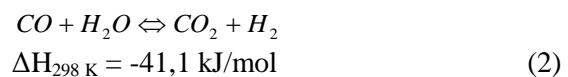
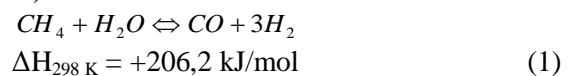
Penelitian ini mencakup pemodelan sistem proses di *Reformer Primer* dengan acuan pabrik amonia Pusri 3. Untuk sisi proses kajian dibatasi mulai dari *treated feed gas* (umpan masuk) sampai dengan gas sintesis keluar dari *Reformer Primer*. Untuk sisi *furnace* kajian dibatasi dari pembakaran fuel sampai dengan *fluegas* keluar dari *radiant section*. Sebagai data acuan dipakai data operasional di pabrik amonia Pusri 3 tahun 2009 dan 2010, yang didapatkan dari data *log sheet* dan analisa laboratorium. Detil aliran energi di *Reformer Primer* dapat dilihat pada gambar di bawah ini.



Gambar 1. Diagram energi unit *Reformer Primer*

*Reformer Primer* pada pabrik petrokimia digunakan untuk memecah gas hidrokarbon menjadi hidrogen dan bagian-bagian lain dari gas hidrokarbon yang lebih rendah. Reaksi di *reformer* adalah reaksi katalitik yang memerlukan input panas yang besar. Umpan *Reformer Primer* berupa campuran *steam* dan gas alam pada temperatur 510°C masuk ke dalam *tube* katalis. Campuran *steam* dan gas alam ini mengalami proses *cracking* pada katalis (*Nickel Based Catalyst*) di dalam *tube*, sedangkan panas untuk reaksinya diberikan melalui burner di bagian atas *radiant section*. Gas proses dan gas *furnace* masuk dari bagian atas *reformer* dan keluar dari bagian bawah. Proses gas mengalir melalui beberapa baris *tube* berisi katalis yang tersusun paralel. Di dalam *tube*, hidrokarbon dan *steam* bereaksi untuk membentuk hidrogen, karbon dioksida dan karbon monoksida.

Reaksi reformasi gas alam merupakan reaksi katalitik antara gas alam dan *steam* dengan menggunakan katalis nikel yang disangga dengan alumina ( $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_4$ ). Reaksi kesetimbangan reformasi gas alam secara keseluruhan bersifat endotermis. Di dalam industri, reaksi reformasi gas alam dengan *steam* merupakan proses utama untuk memproduksi gas sintesis yang terutama terdiri dari CO dan  $\text{H}_2$ . Jika gas alam yang dimaksud dalam hal ini direpresentasikan dengan  $\text{CH}_4$ , maka reaksi-reaksi utama reformasi gas alam dengan *steam* dapat dituliskan seperti dalam persamaan-persamaan berikut (Hyman, 1968; Hinderink *et al.*, 1996; Froment dan Bischoff, 1990).



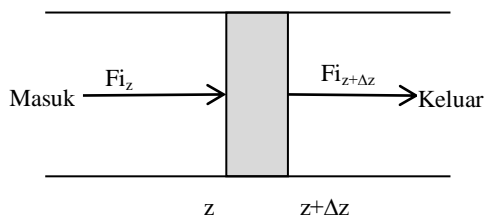
Selain  $\text{CH}_4$ , gas alam umpan *Reformer Primer* juga mengandung senyawa-senyawa hidrokarbon yang lebih berat dari metana (*heavy hydrocarbon*). Namun senyawa-senyawa hidrokarbon ini tidak terdeteksi lagi setelah campuran gas alam dan *steam* mengalami reaksi reformasi dalam waktu yang singkat (Anderson dan Boudart, 1984). Kesimpulan ini juga diperoleh oleh Aker dan Camp yang melakukan percobaan reformasi metana dengan *steam* pada rentang temperatur 340-360°C (Hyman, 1968). Percobaan tersebut melaporkan bahwa setelah waktu kontak yang sangat singkat hanya metana yang tersisa dalam aliran keluaran reaktor.

Xu dan Froment (1989) mempelajari kinetika intrinsik reaksi reformasi metana dengan *steam* pada katalis Ni, dan kemudian menyusunnya dalam serangkaian mekanisme reaksi bersama dalam tiga tahap pengendali reaksi (Alhabdan, 1992; Froment dan Bischoff, 1990). Persamaan kinetika untuk reaksi yang berlangsung dalam katalis padat yang didasarkan pada mekanisme adsorpsi kimia selalu dapat dituliskan sebagai kombinasi dari tiga kelompok: faktor kinetika, faktor *driving force*, dan faktor adsorpsi. Berdasarkan pendekatan Langmuir-Hinshelwood, persamaan laju kinetika reaksi reformasi metana dengan *steam* dalam reaktor pipa ideal berkatalis ditunjukkan dalam Tabel 1.

**Tabel 1. Persamaan laju reaksi reformasi metana (Xu dan Froment, 1989)**

Persamaan reaksi	Persamaan laju reaksi	Pers.
$CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$	$r_1 = \frac{\frac{k_1}{p_{H_2}^{2.5}} \left( p_{CH_4} \cdot p_{H_2O} - \frac{p_{H_2}^3 \cdot p_{CO}}{K_1} \right)}{(DEN)^2}$	(4)
$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$	$r_2 = \frac{\frac{k_2}{p_{H_2}} \left( p_{CO} \cdot p_{H_2O} - \frac{p_{H_2} \cdot p_{CO_2}}{K_2} \right)}{(DEN)^2}$	(5)
$CH_4 + 2H_2O \rightleftharpoons CO_2 + 4H_2$	$r_3 = \frac{\frac{k_3}{p_{H_2}^{3.5}} \left( p_{CH_4} \cdot p_{H_2O} - \frac{p_{H_2}^4 \cdot p_{CO_2}}{K_3} \right)}{(DEN)^2}$	(6)
$DEN = 1 + K_{CO} \cdot p_{CO} + K_{H_2} \cdot p_{H_2} + K_{CH_4} \cdot p_{CH_4} + \left( \frac{K_{H_2O} \cdot p_{H_2O}}{p_{H_2}} \right)$		(7)

Neraca massa dapat dijabarkan dengan mengambil elemen volum, dan alirannya diasumsi *plug flow*. Elemen volum (A.ΔZ) ditunjukkan oleh gambar berikut.

**Gambar 2. Elemen volum pada penjabaran neraca massa**

Persamaan-persamaan yang digunakan dalam model ini adalah:

Neraca massa komponen CO

$$\frac{dF_{CO}}{dz} = (r_1 - r_2)A\rho_b \quad (8)$$

Neraca massa komponen CO<sub>2</sub>

$$\frac{dF_{CO_2}}{dz} = (r_2 + r_3)A\rho_b \quad (9)$$

Neraca massa komponen CH<sub>4</sub>

$$\frac{dF_{CH_4}}{dz} = -(r_1 + r_3)A\rho_b \quad (10)$$

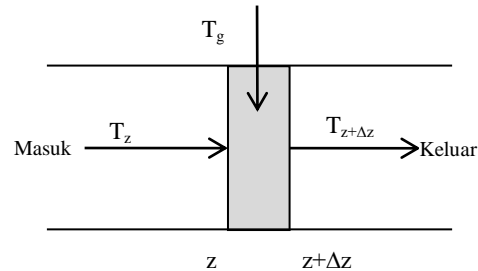
Neraca massa komponen H<sub>2</sub>

$$\frac{dF_{H_2}}{dz} = (3r_1 + r_2 + 4r_3)A\rho_b \quad (11)$$

Neraca massa komponen H<sub>2</sub>O

$$\frac{dF_{H_2O}}{dz} = (-r_1 - r_2 - 2r_3)A\rho_b \quad (12)$$

Profil temperatur di *reforming catalytic zone* dapat ditentukan dengan menjabarkan neraca panas pada elemen volum tertentu (A.ΔZ) dan menggunakan asumsi aliran *plug flow*. Elemen volum yang digunakan dapat ditunjukkan pada gambar berikut.

**Gambar 3. Elemen volum pada penjabaran neraca panas**

Neraca panas

$$\frac{dT}{dz} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o (T_g - T) - A\rho_b (\Delta H_{r1} \cdot r_1 + \Delta H_{r2} \cdot r_2 + \Delta H_{r3} \cdot r_3)}{\sum F_i C_{p_i}} \quad (13)$$

Neraca panas di radiant section

$$T_{out} = \frac{\sum F_{in} \cdot C_{p_{in}} \cdot T_{in} + \Delta R_C \cdot FO_2 \text{ in}}{\sum F_{out} \cdot C_{p_{out}}} \quad (14)$$

Pressure drop

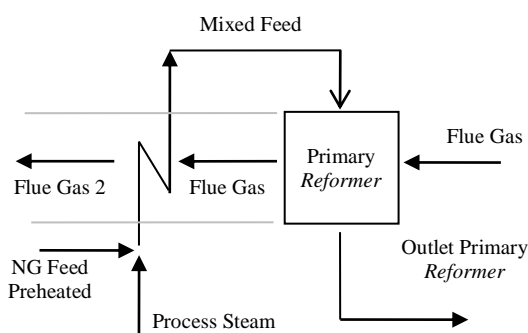
$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G}{\rho \cdot g_c \cdot D_p} \frac{(1-\phi)}{\phi^3} \left[ 1,75G + \frac{150(1-\phi)\mu}{D_p} \right] \quad (15)$$

## Metode Penelitian

Simulasi model proses produksi gas sintesis di pabrik amonia Pusri III ini secara garis besar mencakup beberapa hal berikut:

1. Pemodelan dan simulasi unit *Reformer* di sisi gas proses dan gas *furnace*.
2. Pemodelan dimulai dari saat gas proses masuk ke dalam *Reformer* Primer sampai dengan keluar.
3. Pemodelan *gas furnace* dilakukan mulai dari masuk *furnace* sampai dengan keluar.
4. Pemodelan diharapkan dapat dipergunakan pada berbagai macam kondisi rate operasi pabrik.

Komponen-komponen utama yang tercakup dalam kajian ini terdiri dari *Reformer* Primer, dari sisi gas proses dan sisi *furnace*. Skema arus pada simulasi ditunjukkan pada gambar berikut ini.



Gambar 4. Skema arus pada simulasi.

Steam proses akan bercampur dengan *NG Feed Preheated* sebelum masuk *convection section* untuk dipanaskan dengan *Flue Gas*. Aliran keluar yang berupa *Mixed Feed* masuk ke *reformer* dan mengalami reaksi, kemudian keluar sebagai *Outlet Primary Reformer*. Sedangkan *Flue Gas* masuk ke *Primary Reformer* kemudian terbakar menjadi *Flue Gas* yang digunakan untuk memanaskan coil yang ada di *convection section* dan menjadi *Flue Gas2*.

Konversi metana, temperatur dan tekanan dari gas proses di *outlet Reformer* Primer didapatkan dengan mengintegrasikan persamaan (8) - (15), dari *inlet Reformer* Primer sampai ujungnya. Untuk keadaan awal di *inlet Reformer* Primer, dengan mengetahui kondisi gas proses yang sudah dicampur *steam*, dapat dihitung sifat fisis dan sifat termodinamika. Dari sifat-sifat ini dan aliran campuran gas, tekanan di tahap satu dapat dihitung, sehingga konversi metana dan temperatur tahap satu dapat dihitung. Dengan menggunakan kondisi temperatur, tekanan dan komposisi yang baru, sifat fisis dan termodinamika dihitung kembali. Sifat-sifat ini kemudian digunakan kembali untuk menghitung tekanan, konversi dan temperatur untuk iterasi kedua. Langkah ini diulang sampai ujung *tube*

*reformer*. Untuk menyelesaikan persamaan diferensial ordiner di atas digunakan metode Runge Kutta dengan program *SciLab* sehingga didapat profil konversi dan temperatur. Penelitian dilakukan dalam dua tahap, yaitu tahap validasi model matematika dengan membuat model yang mendekati kondisi operasi aktual di pabrik. Dipilih 2 model simulasi sebagai pendekatan awal dengan perbedaan terletak pada asumsi aliran *gas furnace* yaitu aliran gas dianggap *mixed flow* atau *plug flow*, sehingga didapat dua model simulasi :

1. model gas proses *plug flow* dengan *gas furnace mixed flow*
2. model gas proses *plug flow* dengan *gas furnace plug flow*

Kemudian dilakukan pemilihan model yang paling baik berdasarkan ralat rerata yang terkecil. Tahap selanjutnya adalah melakukan simulasi proses. Hal ini dilakukan untuk mengetahui kinerja proses produksi gas sintesis pada model yang diusulkan, dan juga keakuratan model simulasi pada berbagai macam kondisi operasi aktual di pabrik.

Variabel pengubah yang digunakan adalah temperatur, tekanan, komposisi serta aliran dari gas umpan. Sedangkan variabel tetap adalah spesifikasi alat dan susunan alat.

Tabel 2. Uji validasi hasil simulasi untuk model pertama dan kedua.

Komponen	Masuk		Keluar (%)			
	%	Aktual	Model 1	Ralat	Model 2	Ralat
H <sub>2</sub>	3,49	68,66	70,82	3,146	72,13	5,054
CH <sub>4</sub>	84,78	8,80	12,92	46,818	7,95	9,659
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,46	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,93	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>12</sub>	0,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C <sub>6</sub> +	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO	0,00	7,12	1,16	83,708	7,45	4,635
CO <sub>2</sub>	0,04	14,80	13,52	8,649	11,94	19,324
T gas out, °C		788	775	1,677	770	2,284
T flue gas out, °C		970	984	1,443	994	2,474
Ralat rerata				13,222		3,948

## Hasil dan Pembahasan

### Uji Validasi dan Pemilihan Model

Hasil simulasi untuk kedua model divalidasi dengan membandingkan data yang diperoleh dari hasil simulasi dengan data aktual di pabrik yang hasilnya disajikan pada Tabel 2.

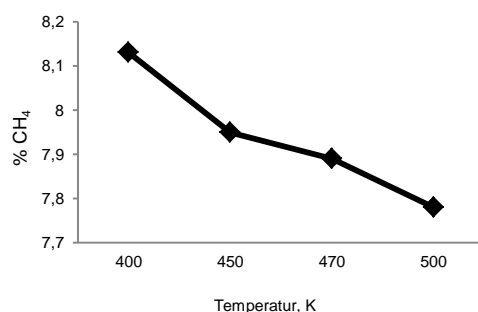
Untuk memilih model mana yang akan digunakan setelah dilakukan *tuning*, maka dilakukan uji validasi dimana hasil perhitungan dibandingkan dengan data aktual di pabrik dengan menggunakan jumlah ralat terkecil antara hasil perhitungan simulasi dan data aktual di pabrik. Setelah itu dihitung ralat rerata dari

masing-masing model. Semua komponen dimasukkan dalam perhitungan, kecuali untuk komponen *inert* yaitu nitrogen dan argon. Hal ini disebabkan ralat dari kedua komponen ini cukup besar yaitu diatas 100 %. Selain itu karena bersifat *inert*, kedua komponen ini tidak dijadikan acuan dalam operasional pabrik.

Pemilihan model dilakukan setelah dilakukan *tuning*, dengan uji validasi dimana data hasil perhitungan (simulasi) dibandingkan dengan aktual di pabrik (PT Pupuk Sriwidjaya, 1976) dengan menggunakan jumlah ralat terkecil. Dari hasil perhitungan didapatkan ralat rerata untuk model 1 (model gas proses *plug flow* dengan gas *furnace mixed flow*) sebesar 13,22 %, dan model 2 (model gas proses *plug flow* dengan gas *furnace plug flow*) sebesar 3,94 % sehingga dipilih model 2.

### Pengaruh Variabel Penelitian

Simulasi dilakukan dengan melakukan variasi temperatur gas proses di *inlet Reformer* Primer yaitu 400, 450, 470 dan 500 K. Grafik hubungan konsentrasi metana keluar *reformer* terhadap berbagai temperatur *inlet* disajikan pada Gambar 5.



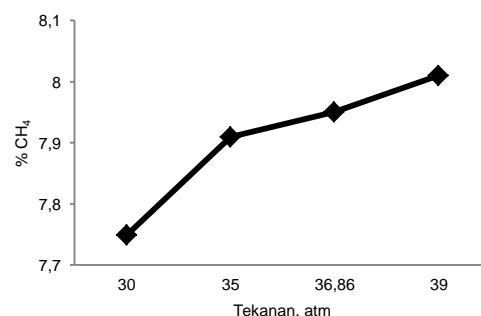
Gambar 5. Pengaruh temperatur gas *inlet* proses terhadap konsentrasi metana *outlet* reformer.

Dari grafik terlihat bahwa semakin tinggi temperatur *inlet Reformer* maka semakin rendah konsentrasi sisa metana *outlet Reformer*. Hal ini menunjukkan bahwa semakin banyak metana yang bereaksi dan berubah menjadi hidrogen. Terjadinya reaksi merupakan akibat adanya tumbukan antar molekul yang kemudian bergabung membentuk senyawa baru. Temperatur yang semakin tinggi akan meningkatkan energi kinetik yang dimiliki oleh molekul-molekul sehingga semakin cepat molekul untuk bertumbukan yang berarti semakin cepat pula terjadinya reaksi.

Kenaikan temperatur reaksi mengakibatkan suplai energi untuk mengaktifkan reaktan dan

tumbukan antar reaktan untuk menghasilkan reaksi juga bertambah sehingga produk yang dihasilkan akan lebih banyak. Menurut teori kinetika gas (Fogler, 1992) faktor  $e^{(-E/RT)}$  pada persamaan Arrhenius menunjukkan fraksi bergabungnya molekul. Oleh karena itu, semakin besar temperatur maka faktor  $e^{(-E/RT)}$  semakin besar pula sehingga kecepatan reaksi juga akan semakin besar.

Sedangkan variasi tekanan *inlet Reformer* dilakukan pada 30, 35, 36,86, dan 39 atm. Pengaruh tekanan gas *inlet Reformer* terhadap konsentrasi sisa metana keluar *Reformer* ditunjukkan pada Gambar 6. Dari grafik terlihat bahwa semakin tinggi tekanan, semakin tinggi pula konsentrasi metana di *outlet reformer*. Hal ini menunjukkan bahwa semakin banyak metana yang bereaksi dan berubah menjadi hidrogen. Hal ini dapat dilihat pada reaksi (1) dan (3), dimana sisi reaktan mempunyai koefisien reaksi yang lebih kecil dari sisi produk, sehingga dengan kenaikan tekanan kesetimbangan reaksi akan bergeser ke arah reaktan. Akan tetapi setiap reaksi mempunyai batas operasional tekanan yang memungkinkan terjadinya reaksi dan juga dibatasi oleh keterbatasan alat sesuai dengan desain awal.



Gambar 6. Pengaruh tekanan gas *inlet* terhadap konsentrasi sisa metana keluar *reformer*.

Variasi pada komponen gas umpan *reformer* dilakukan dengan melakukan variasi pada konsentrasi metana yaitu 75, 80, 85, dan 94 %. Hasil simulasi ditunjukkan pada Tabel 3.

Tabel 3. Hasil simulasi pada berbagai komposisi umpan metana.

Komponen	CH <sub>4</sub> =75%		CH <sub>4</sub> =80%		CH <sub>4</sub> =85%		CH <sub>4</sub> =94%	
	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
H <sub>2</sub>	17,69	74,99	14,02	74,29	10,12	74,31	3,49	72,13
CH <sub>4</sub>	74,82	6,02	80,04	6,53	85,60	6,15	94,28	7,95
CO	0,00	7,28	0,00	7,39	0,00	7,55	0,00	7,45
N <sub>2</sub>	6,15	1,57	4,88	1,25	3,52	0,92	1,78	0,47
Ar	0,07	0,07	0,06	0,06	0,04	0,04	0,05	0,05
CO <sub>2</sub>	1,27	10,07	1,01	10,47	0,73	11,04	0,40	11,94

Dari Tabel 3 dapat dilihat konsentrasi hasil reaksi yaitu konsentrasi *outlet* dikurangi

konsentrasi *inlet* dari hidrogen, karbon monoksida dan karbondioksida meningkat seiring dengan kenaikan konsentrasi metana. Hal ini dikarenakan dengan naiknya konsentrasi metana, maka semakin banyak metana yang bereaksi membentuk hidrogen, karbonmonoksida dan karbondioksida.

Simulasi juga dilakukan pada berbagai macam kapasitas operasi pabrik dan dengan kondisi operasi yang berbeda-beda. Simulasi menggunakan data bulan November dan Desember 2010 serta saat *performance test* Pusri 3 bulan Juni 2009.

**Tabel 4. Hasil simulasi pada berbagai rate operasi.**

Parameter	Satuan	23/6/2009	24/6/2009	29/11/2010	27/12/2010
Kondisi Operasi	%	95	95		
Ralat rerata	%	7,20	10,28	3,81	6,74

Pada Tabel 4 terlihat bahwa hasil simulasi menghasilkan ralat rerata 7,01 %. Simulasi ini dapat memberikan gambaran awal kondisi operasi yang terjadi di pabrik Amoniak Pusri-3.

### Kesimpulan

Dari hasil dan pembahasan pada penelitian ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Dalam penelitian ini dilakukan simulasi dengan menggunakan model gas proses *plug flow* dan *gas furnace plug flow* dengan ralat rerata 3,94%.
2. Kenaikan temperatur gas *inlet reformer* menyebabkan penurunan konsentrasi metana di *outlet reformer*.
3. Kenaikan tekanan gas *inlet reformer* menyebabkan semakin tinggi konsentrasi metana di outlet *reformer*.
4. Kenaikan konsentrasi metana pada gas *inlet reformer* menyebabkan kenaikan konsentrasi hidrogen, karbon monoksida dan karbon dioksida di *outlet reformer*.
5. Model simulasi dapat digunakan pada berbagai rate operasi dengan ralat rerata 7,01%.

### Daftar Notasi

A	: luas tampang pipa dalam reaktor, m <sup>2</sup>
C <sub>p<sub>i</sub></sub>	: kapasitas panas komponen i, kkal/kmol/°C
C <sub>p<sub>in</sub></sub>	: kapasitas panas masuk seksi radiasi, kkal/kmol/°C
C <sub>p<sub>out</sub></sub>	: kapasitas panas keluar seksi radiasi, kkal/kmol/°C
D <sub>o</sub>	: diameter luar pipa, m
D <sub>p</sub>	: diameter butiran katalis, m

DEN	: faktor adsorpsi pada persamaan (1), (2) dan (3)
F <sub>CH<sub>4</sub></sub>	: kecepatan molar CH <sub>4</sub> , kmol/jam
F <sub>CO</sub>	: kecepatan molar CO, kmol/jam
F <sub>CO<sub>2</sub></sub>	: kecepatan molar CO <sub>2</sub> , kmol/jam
F <sub>H<sub>2</sub></sub>	: kecepatan molar H <sub>2</sub> , kmol/jam
F <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	: kecepatan molar H <sub>2</sub> O, kmol/jam
F <sub>i</sub>	: kecepatan molar komponen i, kmol/jam
F <sub>in</sub>	: kecepatan molar masuk seksi radiasi, kmol/jam
F <sub>O<sub>2in</sub></sub>	: kecepatan molar oksigen masuk seksi radiasi, kmol/jam
F <sub>out</sub>	: kecepatan molar keluar seksi radiasi, kmol/jam
k <sub>1</sub> , k <sub>2</sub> , k <sub>3</sub>	: konstanta kecepatan reaksi (1), (2) dan (3)
K <sub>1</sub> , K <sub>2</sub> , K <sub>3</sub>	: konstanta kesetimbangan reaksi (1), (2) dan (3)
K <sub>CH<sub>4</sub></sub>	: konstanta adsorpsi CH <sub>4</sub>
K <sub>CO</sub>	: konstanta adsorpsi CO
K <sub>CO<sub>2</sub></sub>	: konstanta adsorpsi CO <sub>2</sub>
K <sub>H<sub>2</sub></sub>	: konstanta adsorpsi H <sub>2</sub>
K <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	: konstanta adsorpsi H <sub>2</sub> O
P	: tekanan gas, lbf/ft <sub>2</sub>
P <sub>CH<sub>4</sub></sub>	: tekanan parsial CH <sub>4</sub>
P <sub>CO</sub>	: tekanan parsial CO
P <sub>CO<sub>2</sub></sub>	: tekanan parsial CO <sub>2</sub>
P <sub>H<sub>2</sub></sub>	: tekanan parsial H <sub>2</sub>
P <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	: tekanan parsial H <sub>2</sub> O
r <sub>1</sub> , r <sub>2</sub> , r <sub>3</sub>	: laju reaksi (1), (2) dan (3)
T	: suhu reaktan dalam reaktor, °C
T <sub>g</sub>	: suhu gas pemanas, °C
T <sub>in</sub>	: suhu gas pemanas masuk seksi radiasi, °C
T <sub>out</sub>	: suhu gas pemanas keluar seksi radiasi, °C
U	: koefisien perpindahan panas keseluruhan, kkal/(m <sup>2</sup> jam°C)
z	: panjang reaktor, m

### Daftar Pustaka

- Alhabdan, F. M., Abashar, M. A. dan Elnashaie, S. S. E., 1992. A flexible computer software package for industrial steam reformers and methanators based on rigorous heterogeneous mathematical models. *Mathematical Computer Modeling*. vol.16 pp.77-86.
- Fogler, H.S., 1992. *Elements of chemical reaction engineering*. Toronto Prentice-Hall International Inc.
- Froment, G. F. dan Bischoff, K. B., 1979. *Chemical Reactor Analysis and Design*. John Wiley, New York, NY.
- Hinderink, A. P., Kerkhof, F. P. J. M., Lie, A. B. K., De Swan Arons, J., dan Van der Kooi, H. J., 1996. *Exergy Analysis with a Flowsheeting Simulator*, *Chemical Engineering Science* No 51.
- Hyman, M. H., 1968. Simulate methane reformer reactions, *Hydrocarbon Processing*, vol. 47, pp. 131-137.
- PT Pupuk Sriwidjaya, 1976. Final Job Specification Amonia Pusri III. Pulman and Kellog, vol. I.
- Xu, J. dan Froment, G. F., 1989. Methane steam reforming, methanation and water-gas shift: I intrinsic kinetics. *AIChE Journal*. Vol. 35 pp. 88-96.